

# **СИСТЕМНИЙ ПІДХІД ЩОДО СТВОРЕННЯ ОПТИМАЛЬНОЇ СТРУКТУРИ ТА СИСТЕМИ УПРАВЛІННЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО КОМПЛЕКСУ ВТОРИННОЇ КОНДЕНСАЦІЇ ВИРОБНИЦТВА АМІАКУ**

**БАБІЧЕНКО А.К.**

*[babichenko\\_a\\_k@ukr.net](mailto:babichenko_a_k@ukr.net)*

*кандидат технічних наук, доцент, професор кафедри автоматизації  
технологічних систем та екологічного моніторингу*

**ПОДУСТОВ М.О.**

*[podustov@kpi.kharkov.ua](mailto:podustov@kpi.kharkov.ua)*

*доктор технічних наук, професор, завідувач кафедри автоматизації  
технологічних систем та екологічного моніторингу*

**КРАВЧЕНКО Я.О.**

*[kravchenko\\_y\\_o@ukr.net](mailto:kravchenko_y_o@ukr.net)*

*аспірант, асистент кафедри автоматизації технологічних систем та  
екологічного моніторингу*

*Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут»  
м. Харків, Україна*

## **Вступ та постановка задачі досліджень**

Найважливішим продуктом хімічної промисловості є синтетичний аміак. Безперервне збільшення виробництва цього продукту обумовлене необхідністю підвищення врожайності сільськогосподарських культур за рахунок внесення у ґрунт азотовмісних мінеральних добрив. Така необхідність, в свою чергу, пов'язана з очікуваним зростанням світового населення до 2050 року до рівня майже 9,6 мільярдів [1]. Враховуючи останнє та наявність великої кількості орних родючих земель, аміак та добрива для України завжди будуть стратегічним товаром, що визначає економічну безпеку держави.

Майже усі сучасні агрегати синтезу аміаку, як і діючі в Україні побудовані за єдиною ідеологією фірми «M.W.Kellogg & Co» і становлять собою складні енерготехнологічні комплекси з великою кількістю відділень та зворотних зв'язків

поміж ними [2]. За таких обставин навіть незначна зміна значень технологічних параметрів в окремому блоці чи об'єкті може призводити внаслідок дії зовнішніх збурюючих факторів до суттєвих економічних втрат. Одним з таких блоків діючих в Україні агрегатів серії АМ-1360 із середнім тиском синтезу є блок вторинної конденсації. У цьому блоці охолодження циркуляційного газу (ЦГ) відбувається у двох випарниках, один з яких підключений до схеми роботи двох водоаміачних абсорбційно-холодильних установок (АХУ), а другий – до аміачного турбокомпресорного холодильного агрегату (АТК) з електроприводом. Застосування останнього в значній мірі зумовлює надмірне споживання електроенергії, доля якої складає до 40 % у загальному обсязі всього агрегату. При цьому регенерація «холоду» і сепарація сконденсованого аміаку здійснюється у конденсаційній колоні.

Робота цього блоку внаслідок застосування повітряного охолодження на стадіях первинної конденсації відділення синтезу та конденсації холодоагенту в АХУ призводить до постійних змін теплового навантаження на випарники і характеризується нестабільністю. Все це зумовлює коливання температури охолодження ЦГ в доволі широких межах від  $-8^{\circ}\text{C}$  до  $5^{\circ}\text{C}$  [3] і викликає не тільки параметричну невизначеність у функціонуванні об'єкту, але і призводить до суттєвих економічних втрат. Згідно існуючих досліджень підвищення цієї температури навіть на  $1^{\circ}\text{C}$  знижує енергоефективність агрегату синтезу за рахунок збільшення річної витрати природного газу у додатковий паровий котел на  $307,3 \text{ тис. нм}^3$ , що забезпечує отримання водяної пари високого тиску для приводу відцентрового компресора стиску азотно-водневої суміші (АВС) і ЦГ [4]. Тому мінімізація температурного режиму охолодження ЦГ у випарниках з вилученням АТК зі схеми роботи агрегату синтезу за рахунок створення оптимальної структури та високоякісної автоматизованої системи адаптивного управління набуває особливої актуальності у підвищенні енергоефективності виробництва аміаку.

### **Методика досліджень**

Розв'язання такої складної комплексної задачі свідчить, що її виконання може бути здійснено лише у два етапи, перший з яких найбільш вагомий. Він передбачає

створення оптимальної структури технологічного комплексу вторинної конденсації, що має забезпечити підвищення енергоефективності виробництва за рахунок вилучення АТК зі схеми роботи, зниження і стабілізації температурного навантаження з ЦГ на вході випарників. В сучасних умовах побудова такої структури найбільш ефективно може бути реалізована з позицій системного підходу, що вимагає, в свою чергу, розв'язання задач створення математичної моделі та ідентифікації [5]. Останнє, як відомо, зумовлює необхідність проведення експериментальних досліджень по режимам роботи промислового об'єкту, що забезпечить встановлення рівнянь для чисельної оцінки основних параметрів зв'язку, таких як коефіцієнт теплопередачі та концентрація аміаку у ЦГ на виході для конденсаційної колони, які мають найбільшу невизначеність. Це обумовлено в основному наявністю процесів конденсації та випаровування аміаку відповідно у прямому (міжтрубний простір) та зворотному (трубний простір) потоках ЦГ теплообмінної частини конденсаційної колони.

Дослідження проводились в промислових умовах із застосуванням методу пасивного реєстраційного експерименту [6]. Збір інформації про параметри здійснювався за допомогою засобів контролю інформаційно-керуючого комплексу TDC-3000 центрального пункту управління та лабораторних аналізів для визначення складу ЦГ. Аналіз результатів досліджень і розрахунків дозволив з'ясувати, що коефіцієнт теплопередачі в реальних умовах  $K_E$  майже у два рази менше коефіцієнта  $K_{\Pi}$ , розрахованого за рівняннями прийнятими при проектуванні. Така невідповідність згідно існуючих теоретичних положень [7] обумовлена наявністю додаткового конденсаційного термічного коефіцієнту опору  $R_T^E$ . За результатами обробки отриманих даних методом найменших квадратів було отримано наступне рівняння для  $R_T^E$  ( $\text{m}^2\text{K}/\text{Вт}$ ):

$$R_T^E = 2,102 \cdot 10^{-5} \cdot M_{\text{СК}}^2 - 0,0004674 \cdot M_{\text{СК}} + 0,0040679, \quad (1)$$

де  $M_{\text{СК}}$  – кількість сконденсованого аміаку з прямого потоку ЦГ, кг/с.

Похибка розрахунків за рівнянням (1) не перевищує 6%.

Крім того, встановлено, що неузгодженість у методиці розрахунку кількості теплоти для прямого та зворотного потоків ЦГ прийнятих при проектуванні пов'язана з недооцінкою процесу випаровування аміаку з ЦГ. Це обумовлено невизначеністю температури і витрати аміаку у ЦГ, що надходить з сепараційної до теплообмінної частини конденсаційної колони у вигляді рідкої фази. У зв'язку з цим була розроблена методика для розрахунку температури ЦГ на виході сепараційної частини конденсаційної колони, а з використанням пакету Statistica отримано рівняння для розрахунку концентрації аміаку  $a_{\text{NH}_3}^{\text{ЗВ}}$  у зворотному потоці ЦГ цієї колони у вигляді:

$$a_{\text{NH}_3}^{\text{ТР}} = -7,78 + 0,02441 \cdot V_{\text{ABC}} + 0,01176 \cdot V_{\text{Ц}}^{\text{МТР}} + 0,0327 \cdot (\Theta_{\text{ТР}}^{\text{В}} + 273) + \\ + 0,085 \cdot a_{\text{NH}_3}^{\text{МТР}} - 0,0635 \cdot P_{\text{Ц}}, \quad (2)$$

де  $V_{\text{ABC}}$ ,  $V_{\text{Ц}}^{\text{МТР}}$  – відповідно витрата ABC та прямого потоку ЦГ,  $\text{нм}^3/\text{с}$ ;  $\Theta_{\text{ТР}}^{\text{В}}$  – температура ЦГ на вході сепараційної частини конденсаційної колони,  $^{\circ}\text{C}$ ;  $a_{\text{NH}_3}^{\text{МТР}}$  – концентрація аміаку у прямому потоці ЦГ, % об.;  $P_{\text{Ц}}$  – тиск ЦГ, МПа.

Похибка розрахунків за рівнянням (2) становить 5 %.

Отримані за результатами ідентифікації процесів теплообміну рівняння (1) і (2) доповнювались рівняннями матеріального і теплового балансів конденсаційної колони, загального коефіцієнту теплопередачі, коефіцієнтів тепловіддачі та фазової рівноваги, які разом з рівнянням для розрахунку теплового потоку  $\Phi_0$  з боку ЦГ випарника (холодопродуктивності АХУ) утворюють математичну модель технологічного комплексу вторинної конденсації. Порівняння експериментальних даних та отриманих в процесі моделювання дозволило зробити висновок, що похибка обчислень не перевищує 6% і свідчить про можливість застосування математичної моделі технологічного комплексу вторинної конденсації для створення його оптимальної структури з метою мінімізації теплового навантаження на випарники та вилучення АТК з циклу синтезу.

## Результати досліджень та їх обговорення

Отримані в процесі математичного моделювання на рис.1 і 2 залежності дозволяють визначити умови (показано пунктиром) для забезпечення не тільки вилучення АТК зі схеми роботи агрегату синтезу за рахунок мінімізації теплового навантаження на випарники, але і зниження температури охолодження ЦГ у випарниках АХУ до регламентного рівня  $-5^{\circ}\text{C}$ .

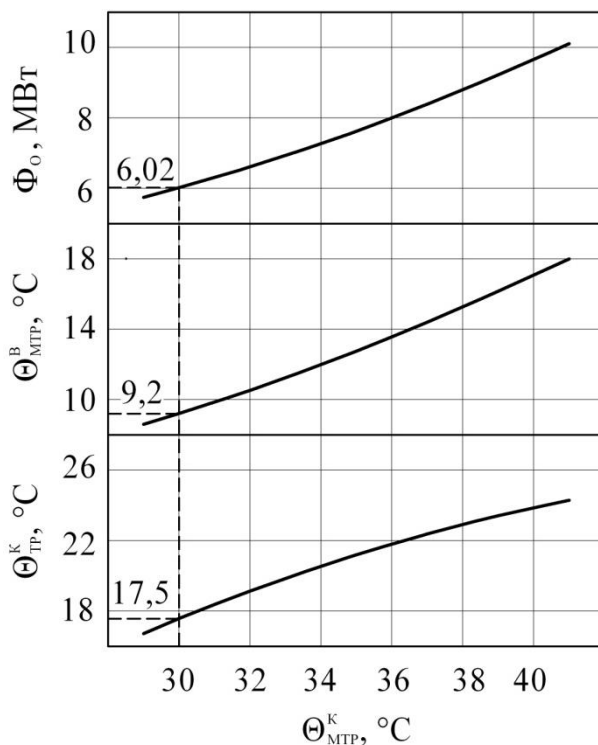


Рис. 1 Вплив температури ЦГ на вході конденсаційної колони  $\Theta_{\text{MTP}}^{\text{K}}$  на розподіл температур на вході випарників  $\Theta_{\text{MTP}}^{\text{B}}$ , на виході трубного простору конденсаційної колони  $\Theta_{\text{TP}}^{\text{K}}$  та холодопродуктивність  $\Phi_{\text{O}}$  випарників за постійної температури охолодження  $\Theta_{\text{TP}}^{\text{B}} = -5^{\circ}\text{C}$

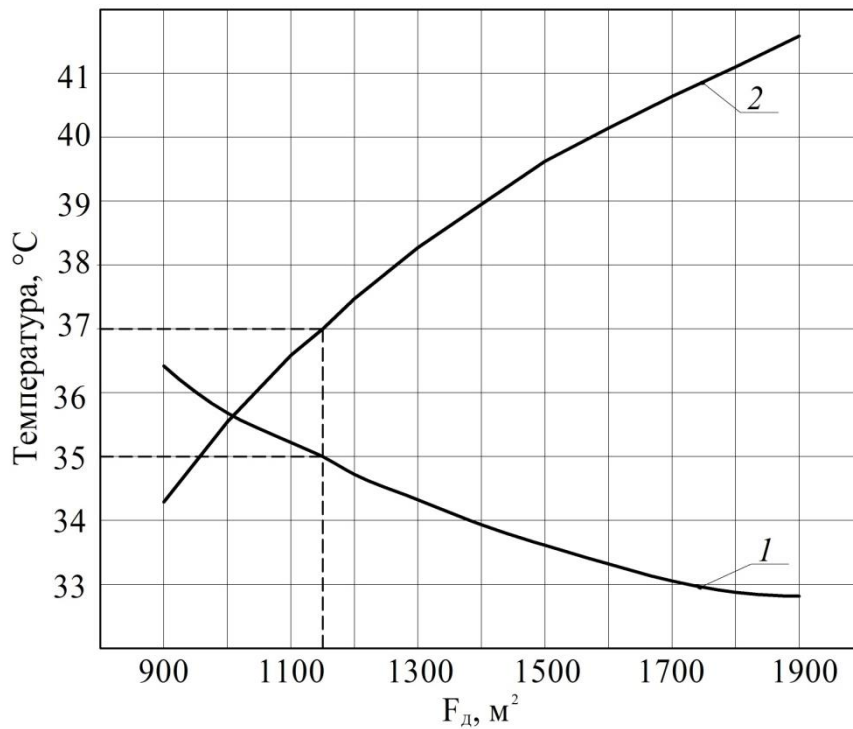


Рис. 2 Вплив поверхні теплообміну додаткового теплообмінника  $F_d$  на розподіл температур ЦГ на його виходах за максимального теплового навантаження ЦГ по температурі на вході  $\Theta_{\text{МТР}}^{\text{ВХ}} = 45^\circ\text{C}$ : 1 – температура ЦГ на виході міжтрубного простору  $\Theta_{\text{МТР}}^{\text{ВИХ}}$ ; 2 – температура ЦГ на виході трубного простору  $\Theta_{\text{ТР}}^{\text{ВИХ}}$

При цьому для зниження теплового навантаження на випарники по температурі необхідно встановити додатковий теплообмінник для більш глибокої регенерації «холоду».

Аналіз наведених на рис.1 і 2 залежностей свідчить, що при температурі  $\Theta_{\text{МТР}}^{\text{К}} = 30^\circ\text{C}$  ЦГ на вході конденсаційної колони можна мінімізувати і стабілізувати температуру охолодження ЦГ у випарниках на рівні  $-5^\circ\text{C}$  лише двома АХУ, холодопродуктивність загальна яких складає згідно проектних показників біля 6,28 МВт. Однак виконання цієї умови згідно рис.2 навіть за рахунок встановлення додаткового теплообмінника неможливо. Тому доцільно при значно меншій поверхні теплообміну додаткового теплообмінника  $F_d = 1150 \text{ m}^2$  встановлення перед конденсаційною колоною високотемпературного випарника з температурою кипіння аміаку у міжтрубному його просторі не вище  $24^\circ\text{C}$  і тиском 0,9915 МПа для зниження температури прямого потоку ЦГ з  $35^\circ\text{C}$  до  $30^\circ\text{C}$ . Температурний режим кипіння у випарнику може бути забезпечений шляхом підключення його до циклу пароежекторної холодильної установки (ПХУ) як це показано на рис. 3.

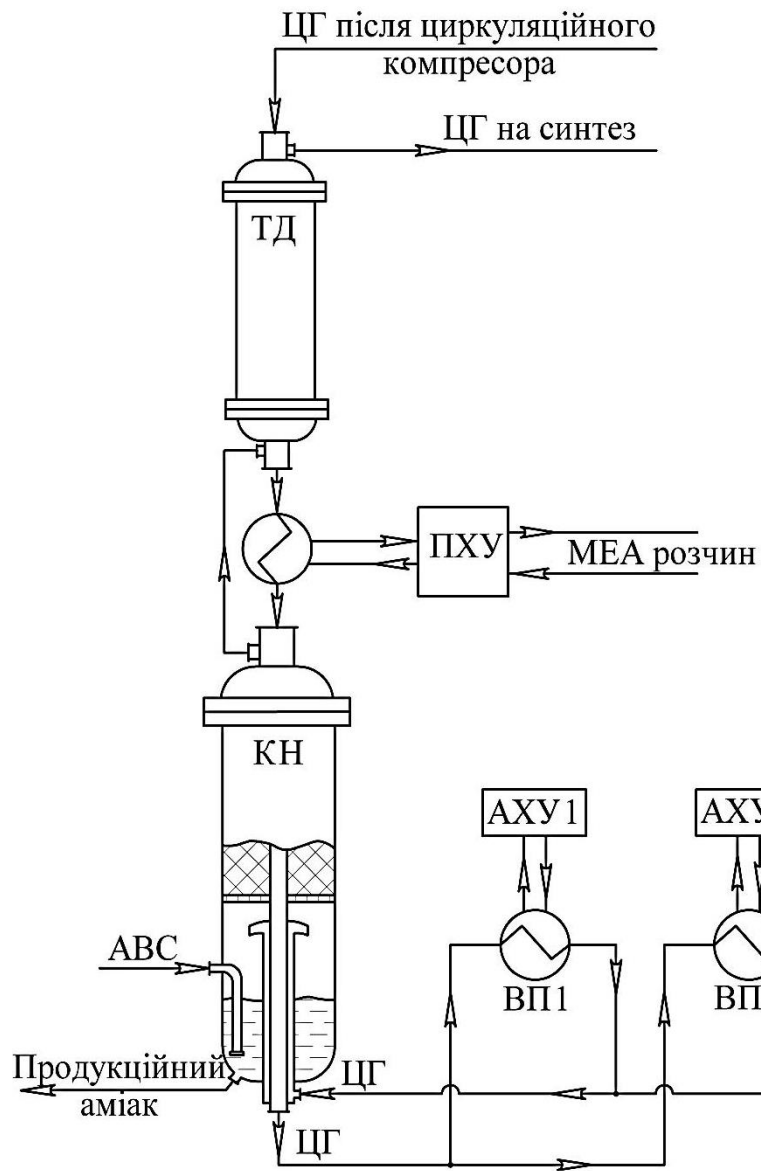


Рис. 3 Апаратурно-технологічне оформлення комплексу вторинної конденсації підвищеної енергоефективності: КН – конденсаційна колона; ЦГ – циркуляційний газ; АВС – азотно-воднева суміш; АХУ – абсорбційно-холодильна установка; ПХУ – пароежекторна холодильна установка; ВП – випарник; ТД – додатковий теплообмінник

Величина коефіцієнта інжекції струменевого компресора ПХУ визначалась за достатньо апробованим на практиці алгоритмом [8]. Внаслідок застосування в ПХУ апаратів повітряного охолодження коефіцієнт інжекції встановлювався по величині досягаемого тиску стиснення, значення якого обмежувалось 1,6 МПа. Це дозволяє навіть у літній період забезпечити високу температуру (40°C) конденсації пари аміаку після струменевого компресора.

За результатами розрахунків величина коефіцієнту інжекції становить не менше 0,4, що дозволяє здійснити інжекцію пари аміаку з високотемпературного випарника у кількості до 8 т/год робочою аміачною парою парогенератора ПХУ із тиском 3 МПа у кількості 20 т/год, а холодопродуктивність на рівні 2,48 МВт. Загальна кількість пари холодоагенту і робочої пари на повітряні конденсатори складе 28 т/год, конденсація яких може бути забезпечена трьома конденсаторами із споживанням електроенергії 600 кВт·год. Для отримання робочої пари у кількості 20 т/год цілком достатньо 515 т/год моноетанолемінового (МЕА) розчину першого потоку відділення МЕА очистки агрегату синтезу через парогенератор, тобто  $20 \cdot 974,4 / 3,78 \cdot (85-75) = 515$  т/год (де 974,4 кДж/кг – питома теплота пароутворення аміаку при температурі 65°C і тиску 3 МПа; 3,78 кДж/кг·К – питома теплоємність МЕА розчину; 85 і 75°C – відповідно вхідна і вихідна температура МЕА розчину). За рахунок такої утилізації теплоти МЕА розчину зменшується навантаження на повітряні охолоджувачі цього розчину та теплові викиди в атмосферу.

Наведене технологічне оформлення [9] за рахунок більш глибокої рекуперації та утилізації низькопотенціальної теплоти в пароежекторній холодильній установці з рівнем температури потоку до 90°C дозволяє знизити загальну холодопродуктивність на стадії вторинної конденсації з 11,16 МВт до 8,5 МВт, виключити зі схеми агрегату АТК, а отже і знизити споживання електроенергії на 3,4 тис. кВт·год. Незважаючи на таке зниження холодопродуктивності досягається зменшення і стабілізація температури охолодження ЦГ у випарниках з 0 °C до - 5°C навіть за максимальної його температури на вході у конденсаційну колону, що характерно для роботи агрегату синтезу близько 4-х місяців у весняно-літній період. Зниження температури у цей період на 5 °C обумовить і зменшення витрати природного газу на 190 м<sup>3</sup>/год у додатковий паровий котел отримання водяної пари із тиском 10 МПа.

Перевагою запропонованої технології є забезпечення температурного режиму охолодження ЦГ тільки за допомогою тепловикористовуючих холодильних систем, що утилізують теплоту як низького, так і наднизького потенціалу. За рахунок створення такого технологічного комплексу з'являється можливість заміни складних в експлуатації потужних турбокомпресорних холодильних систем з



паровим приводом і використання водяної пари відбору із тиском 4 МПа для вироблення електроенергії. Розроблена оптимальна структура технологічного комплексу вторинної конденсації дозволяє на другому етапі забезпечити розв'язання задачі мінімізації температурного режиму охолодження випарників АХУ за рахунок створення автоматизованої системи адаптивного програмного управління.

## **Висновки**

1. Виконана ідентифікація процесів теплообміну конденсаційної колони і випарника, за результатами якої створена математична модель технологічного комплексу вторинної конденсації. Показано, що на відміну від загальновідомих вона враховує як процеси конденсації, так і пароутворення аміаку в потоках ЦГ.

2. Методом математичного моделювання встановлені умови необхідного розподілу температур та холодопродуктивності для стабілізації температури охолодження циркуляційного газу у випарниках тільки двома АХУ на рівні не більше  $-5^{\circ}\text{C}$  з виключенням АТК зі схеми роботи технологічного комплексу вторинної конденсації навіть за максимального його теплового навантаження.

3. Здійснено синтез апаратурно-технологічного оформлення комплексу вторинної конденсації тільки із застосуванням тепловикористовуючих холодильних установок, робота яких забезпечується за рахунок утилізації низького і наднизького потенціалу теплоти матеріальних потоків агрегату синтезу.

4. Встановлені рівняння для чисельної оцінки невизначеностей у функціонуванні об'єкту, що забезпечить створення більш ефективної системи оптимального програмного управління технологічним комплексом вторинної конденсації.

## **Використана література:**

1. Heidlage M., Pfromm P. Novel Thermochemical Synthesis of Ammonia and Syngas from Natural Gas // Proceeding: 2015 AIChE Annual Meeting. Salt Lake City, 2015. URL: <https://www.aiche.org/conferences/aiche-annual-meeting/2015/proceeding/paper/517b-novel-thermochemical-synthesis-ammonia-and->

2. Malhotra A. KBR PURIFIER™ Technology and Project Execution Options for Ammonia Plants // 25th AFA International Fertilizer Technology Conference & Exhibition Sustainability Driving the Future. KBR, USA, 2012. URL: [http://s3.amazonaws.com/zanran\\_storage/afa.com.eg/ContentPages/2565221218.pdf](http://s3.amazonaws.com/zanran_storage/afa.com.eg/ContentPages/2565221218.pdf)

3. Бабиченко А.К. Исследование энергетической эффективности абсорбционно-холодильных установок крупнотоннажных агрегатов синтеза аммиака [Текст] / А.К. Бабиченко, В.И. Тошинский, Ю.А. Бабиченко // Вісник НТУ «ХПІ». – 2007. – № 32. – С. 66-73.

4. Бабиченко А.К. Влияние температуры вторичной конденсации на экономические показатели работы агрегатов синтеза аммиака большой единичной мощности [Текст] / А.К. Бабиченко, В.Т. Ефимов // Вопросы химии и химической технологии. – 1986. – Вып. 80. – С. 113-117.

5. Сучасні методи автоматизації технологічних об'єктів [текст] монографія / А.П. Ладанюк, О.А. Ладанюк, Р.О. Бойко, В.В. Ващук, Д.О. Кроніковський, Д.А. Шумигай. – К.: Інтегр. Логістик Україна, 2015. – 408 с.

6. Brandt, S. Data Analysis: Statistical and Computational Methods for Scientists and Engineers, 4th ed., New York: Springer. – 2014. – 523 p.

7. Михеев М.А., Михеева И.М. Основы теплопередачи. – М.: Энергия, 1977. – 344 с.

8. Соколов Е.Я., Зингер Н.М. Струйные аппараты. – М.: Энергия, 1970. – С.86 – 94.

9. Патент на корисну модель МПК F25B 15/02, C01C 1/04, F25B 49/00. Установка для виробництва аміаку / Бабіченко А.К., Красніков І.Л., Бабіченко Ю.А., Голощапов В.М., Кравченко Я.О., Касілов В.Й.; заявник і патентовласник НТУ «ХПІ» – № 113550; заявл.04.05.2016; опубл. 10.02.2017, Бюл. № 3. – 8 с.